

PATENT ABSTRACTS OF JAPAN

(11)Publication number : 06-055001

(43)Date of publication of application : 01.03.1994

(51)Int.Cl.

B01D 3/14

(21)Application number : 04-305177

(71)Applicant : AIR PROD AND CHEM INC

(22)Date of filing : 16.11.1992

(72)Inventor : AGRAWAL RAKESH

(30)Priority

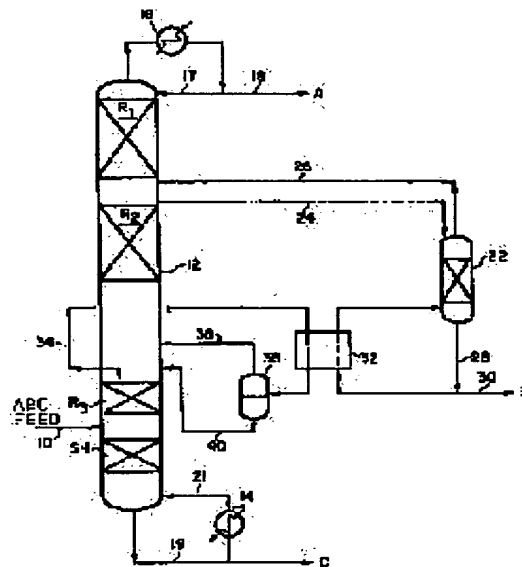
Priority number : 91 793032 Priority date : 15.11.1991 Priority country : US

(54) INTER-COLUMN HEAT INTEGRATION FOR MULTI-COLUMN DISTILLATION SYSTEM

(57)Abstract:

PURPOSE: To improve the recovery percentage when treating a system contg. multi-components by a multi-column distillation system.

CONSTITUTION: A liq. fraction contg. a component A, component B or the component A contaminated with impurities is withdrawn from a main column 12 at an intermediate point of the overhead and an introducing point 10 of the multi-flow, and introduced to an upper portion of a side column 22. The lightest component of the liq. fraction is distilled in the side column to recover the heaviest component B as a vapor fraction from the bottom of the side column. At least a portion of liq. fraction B from the side column is vaporised in a boiler/condenser 32 and the vapor fraction is returned to the side column. A vapor fraction 34 at an intermediate point of an introducing point of the multi-flow to the main column and a withdrawing point of the liq. fraction from the main column to the side column is condensed counter currently to a liq. from the side column and condensates of the vapor fraction from the main column are used for reflux of the multi-column distillation system.



(19)日本国特許庁 (J P)

(12) 公開特許公報 (A)

(11)特許出願公開番号

特開平6-55001

(43)公開日 平成 6年(1994) 3月 1日

(51)Int.Cl.⁵

B 0 1 D 3/14

識別記号

庁内整理番号

Z 9153-4D

F I

技術表示箇所

審査請求 有 請求項の数 9 (全 6 頁)

(21)出願番号 特願平4-305177

(22)出願日 平成 4年(1992)11月16日

(31)優先権主張番号 7 9 3 0 3 2

(32)優先日 1991年11月15日

(33)優先権主張国 米国 (U S)

(71)出願人 591035368

エアー、プロダクツ、アンド、ケミカル
ス、インコーポレーテッド

AIR PRODUCTS AND CH
EMICALS INCORPORATE
D

アメリカ合衆国、18195-1501、ペンシル
バニア州、アレントアウン、ハミルトン、ブ
ールバード、7201

(72)発明者 ラケッシュ アグラウォール

アメリカ合衆国、ペンシルバニア 18049、
イモース、コモンウェルス ドライブ4312

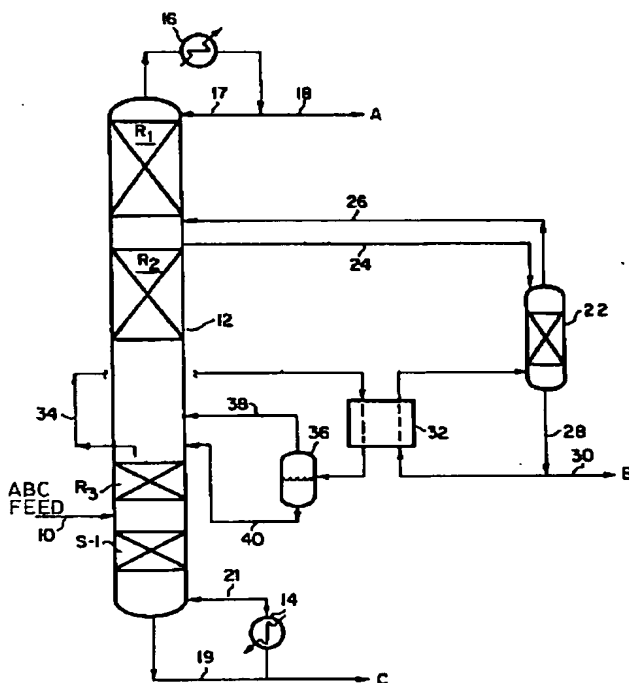
(74)代理人 弁理士 青木 朗 (外 4 名)

(54)【発明の名称】 塔間熱的結合した多塔式蒸留方法

(57)【要約】 (修正有)

【目的】 多成分を含む系を多塔式蒸留装置で処理するに際し、成分の回収率を向上する。

【構成】 第1塔12からその塔頂と多成分流の導入点10の中間点24で、成分Aと成分B又は不純物Iで汚染された成分Aを含む液体フラクションを取出し、副塔22の上部に導入する。副塔で液体フラクションの最も軽い成分を蒸留して副塔の塔頂から蒸気フラクションとして回収し、最も重い成分Bを塔底フラクションとして回収する。副塔からの液体フラクションBの少なくとも一部をボイラ/凝縮器32で気化させ、その蒸気フラクションを副塔にもどす。多成分流の第1塔への導入点と液体フラクションの第1塔から副塔への取出し点との中間点の蒸気フラクション34を、ボイラ/凝縮器で副塔からの前記液体に対向させて凝縮させ、第1塔からの蒸気フラクションの凝縮物を多塔式蒸留系の還流に利用する。



【特許請求の範囲】

【請求項1】 少なくとも1種の揮発成分Aと少なくとも1種のそれより重い揮発成分Cと成分A、Cの中間の揮発性の成分Bを含む多成分流、又は成分A、Cを含み成分Aより高い揮発性の不純物Iで汚染された多成分流を、リボイラを持つ副塔を伴う多塔式蒸留系に導入し、前記副塔で前記多成分流中の少なくとも1成分を分離し回収する多成分流の分離方法において、(a) 前記多成分流を第1塔に導入して揮発成分Aに富む塔頂分と重い成分Cに富む塔底分を得、(b) 前記第1塔からその塔頂と前記多成分流の導入点の中間点で、成分Aと成分B又は不純物Iで汚染された成分Aを含む液体フラクションを取出し、(c) 前記液体フラクションを前記副塔の上部に導入し、該液体フラクションの最も軽い成分を蒸留して該副塔の塔頂から蒸気フラクションとして回収し、該液体フラクションの最も重い成分Bを該副塔の塔底フラクションとして回収し、(d) 前記副塔からの液体フラクションBの少なくとも一部をボイラ／凝縮器で気化させ、その蒸気フラクションを前記副塔に提供し、(e) 前記多成分流の前記第1塔への導入点と前記液体フラクションの前記第1塔から前記副塔への取出し点との中間点の蒸気フラクションをボイラ／凝縮器で前記(d) 工程に記載した前記副塔の前記液体に対向させて凝縮させ、(f) 前記第1塔からの前記蒸気フラクションの凝縮物を前記多塔式蒸留系の還流に利用する工程を含むことを特徴とする多成分流の分離方法。

【請求項2】 前記多成分流が空気であり、前記揮発成分Aとしての窒素と、前記成分Cとしての酸素と、窒素より高揮発性の不純物Iとを含む特許請求の範囲第1項記載の方法。

【請求項3】 前記副塔の上部から回収した前記蒸気の流れを前記第1塔へ前記液体フラクションの取出し点に実質的に近い点で還流する特許請求の範囲第2項記載の方法。

【請求項4】 前記第1塔の前記蒸気フラクションを凝縮して得られた前記液体フラクションを、前記蒸気フラクションを凝縮のために取出す点の実質的に近くの点に還流する特許請求の範囲第3項記載の方法。

【請求項5】 前記副塔の塔底液の少なくとも一部を前記主塔からの蒸气流で気化せしめて熱的結合を実施する特許請求の範囲第4項記載の方法。

【請求項6】 多塔式系の前記第1塔が高圧塔と低圧塔から成る2塔系である特許請求の範囲第2項記載の方法。

【請求項7】 前記副塔への前記液体フラクションが実質的に窒素からなり、窒素より低い揮発性の成分を実質的に含まない特許請求の範囲第6項記載の方法。

【請求項8】 前記主塔と前記副塔の間で複数の熱的結合を行い、第1の熱的結合が副塔の下部から液体を取出しそれを主塔の下部から得た蒸気フラクションに対向さ

せて気化せしめることからなり、第2の熱的結合が主塔の原料多成分流の導入点と塔頂の中間で蒸気フラクションを前記副塔の上部から得た液体フラクションに対向させて凝縮させることからなる特許請求の範囲第2項記載の方法。

【請求項9】 前記工程(e)の蒸気を全部凝縮させ、前記蒸気フラクションを凝縮と前記副塔からの前記液体フラクションの気化を実施するために取出す点の上方の位置で第1の塔に還流する特許請求の範囲第1項記載の方法。

【発明の詳細な説明】

【0001】

【産業上の利用分野】 本発明は多塔式蒸留系における塔間を熱的に結合する熱的結合方法の改良に関する。

【0002】

【従来の技術及び課題を解決するための手段】 多成分流の分留による分離は公知の化学工学的プロセスであり、化学産業界で広く実施されている。蒸留は広く用いられているが、エネルギー集約型であり、そのエネルギーがしばしば蒸留プロセスの主たるコストをなすことが知られている。エネルギーの増加と共に、熱的結合や熱ポンプの使用などにより、蒸留プロセスの効率を改良してコストを削減する努力がなされている。熱ポンプや熱的結合による蒸留プロセスの効率改良の代表的な例には次のものがある。

【0003】 "Minimum Energy Requirements of Thermally Coupled Distillation Systems" と題する論文(AICHE Journal, Vol.33, No.4, 643 ~653 頁, 1987年4月) は液体及び気体の向流系で結合された蒸留塔で構成した4種の異なる熱的結合型蒸留系を開示している。1つの態様は、主塔の精留帯域から蒸気を取出して副塔の上部に供給する、副アーム塔による主塔への熱的結合を示している。次いで、副塔からの液体流を主塔の精留帯域への還流して戻す。任意に、主塔のストリップ部から液体を取出して副塔の下部に供給する。蒸気は主塔のストリップ帯域に戻す。もう1つの態様は、主塔から液体を取出してストリップ塔の上部に供給する、ストリップ塔に関連する熱的結合系を示している。軽い成分をそこから取出してストリップ塔の蒸気を主塔に戻す。主塔とストリップ塔の両方にリボイラを結合してボイルアップを提供する(647 頁)。

【0004】 "Heat Integration of Distillation Columns Into Overall Processes" と題する論文(Chem. Engineering Science, Vol.38, No.8, 1175~1188頁, 1983年) は多塔式蒸留プロセスにおける多成分系の分離に関するエネルギー効率向上法を開示する。慣用方法では供給反応原料を他のプロセス流及び炉を通過する前の流れで予熱していることが記載されている。流れをリボイラのための熱源として用いている。この方法では、第1の塔のリボイラに蒸留列供給(distillation train feed)

を使用して塔底で液体の気化を実施し、そうして流れのための必要量を低下させる。

【0005】"Distillation with Intermediate Heat Pumps and Optimal Side Stream Return"と題する論文(AICHE Journal, Vol.32, No.8, 1347~1359頁, 1986年8月)は多塔蒸留系を用いる多成分流の分離を開示している。これらの系で慣用的に用いている用語「熱ポンプ」は蒸留塔の精留部の位置から蒸留塔のストリップ部への熱の取出しを指称している。従来技術で用いる簡単な手法の1つは蒸留系の塔頂蒸気分から断熱塔のリボイルへの熱の移動による内部還流比の変更である。内部還流比を変更する各種の手法の例として、塔の供給板の上方の位置で蒸気を取り出してその蒸気を凝縮器で凝縮して最適位置に戻すものがある。もう1つの方法は塔のストリップ部から液体を取り出して、これを圧縮蒸気塔頂分を用いて気化して塔の最適位置に戻すものである。

【0006】米国特許第4025398号は多数の塔を可変のリボイルと可変の還流を提供するように相互連結して、熱力学的に理想的な分留に近づく分留方法を開示している。この系は可変リボイル塔と可変還流塔を含み、可変還流塔はリボイル塔より高い圧力で操作されそれより低い位置に設置されている。可変還流塔より蒸気を取り出し、可変リボイルのストリップ部のより高い位置で凝縮させ、可変還流塔に戻される。

【0007】米国特許第4234391号はそれぞれ蒸気/液体接触段に分離されたタンデム型のストリップ部と精留部を含む連続蒸留装置を開示する。この方法では塔の精留部はストリップ部より高い圧力で操作し、これを精留部に蒸気を導入する前にストリップ部からの蒸気を圧縮することによって実現する。米国特許第4605247号は中ないし高純度の酸素と空気に含まれるその他の成分の製造方法を開示している。3段圧力蒸留方法が開発されており、低圧塔はアルゴンストリップ部と高圧塔でリボイルされる精留部とを有する。低圧塔の中間部から中圧塔の中間部との少なくとも1つの潜熱交換が行われる。潜熱交換を用いて低圧塔のアルゴンストリップ部による高いリボイルを確実にする。

【0008】

【課題を解決するための手段】本発明は多成分原料の蒸留による分離方法の改良にある。第1塔又は主塔と副塔を含む多塔式蒸留系に多成分原料を導入し、第1塔で少なくとも軽い成分(低沸成分)Aを重い成分(高沸成分)Cから分離し、軽い成分Aは塔頂フラクションとして、重い成分Cは塔底フラクションとして回収する。3以上の成分、例えば、成分A、B、Cを含む多成分流の蒸留、又は成分A、B及び揮発性不純物Iを含む2成分流の蒸留による異なる純度の成分Aの製造では、このような分離及び回収のために副塔を利用する。副塔における成分の回収率の向上のための改良方法は、初期の段階で、主塔又は第1塔からその塔頂と塔底の中間点で液体

フラクションを取り出し、その液体フラクションを副塔の上方に導入する。副塔のリボイルは副塔の液体の一部を主塔から得た蒸気フラクションと対向させて気化して行う。一般に、主塔からの蒸気に対向して気化される液体フラクションは塔底液フラクションである。主塔からの蒸気フラクションの少なくとも一部を凝縮させ、液体は主塔蒸留系の最適位置、典型的には主塔からの蒸気取出し点に戻す。主塔から取出して副塔の塔底分を気化するのに用いる蒸気フラクションは、副塔への液体供給のための液体取出し点より下の位置で取出す。

【0009】本発明の蒸留系における独特の塔間の熱的結合(heat integration or thermal coupling)は顕著な利点があり、それには下記のものが含まれる。

- ・3成分分離用蒸留塔における有効かつ効率的な熱の集約

- ・3成分分離用の主塔と熱的結合された副塔における成分の回収の改良

- ・主塔における成分の分離効率の改良

- ・コンプレッサ等の装置のための実質的なコスト増なしで熱的結合の実施。

【0010】

【実施例】2より多い成分、例えば、成分A、B、Cを含み、成分A及び成分Cがそれぞれ軽い成分及び重い成分であり、成分Bが成分A、Cの中間の揮発性を有する成分である多成分の流れ(原料)の蒸留、又は、例えば、少量の少なくとも1種の高揮発性不純物Iで汚染された成分A、Cを含む本質的に2成分の流れから成分Aを異なる純度の2種の生成物として生成する蒸留が、本発明の方法により有効に実施され得る。3成分流はメタン、エタン、プロパン及びさら重い成分を含む炭化水素のような炭化水素流であることができ、また本質的に2成分の流れは成分Aとしての窒素と、成分Cとしての酸素と、アルゴン及び不純物I(例えば、水素、ヘリウム、ネオンなど)からなる少量成分とを含む空気の流れであることができる。

【0011】本発明の理解を容易にするために図1を参照する。このプロセス流れ図は成分A、B、Cを含み、成分A及び成分Cがそれぞれ軽い成分及び重い成分であり、成分Bが成分A、Cの中間の揮発性を有する成分である3成分気体混合物の蒸留に関する。このプロセスでは、成分A、B、Cを含む多成分原料をライン10から第1蒸留塔又は主塔12に導入し、第1蒸留塔又は主塔12は精留帯域 R_1, R_2, R_3 とストリップ帯域 S_1 を有する。蒸留塔12は底部で液体のボイルアップを実施するリボイル14と塔頂からの塔頂蒸気分を凝縮する凝縮器16を装備している。ライン17を用いて凝縮器16から凝縮液を精留帯域に戻して還流を提供する。ライン18を用いて成分Aを留出液として取出す。成分Cは塔底フラクションとして主塔12からライン19を介して取出され、気化された一部分はライン21を介して戻さ

れる。

【0012】成分Bは副塔22の成分A、Cから分離される。この態様において、副塔はストリップ塔であり、主蒸留塔12から成分Bに富み重い成分（例えば、成分C）をごく少量含む液体を取出してライン24を介して副塔22の上部に導入する。液体は副塔22を流下して、上昇している蒸気と接触する。副塔の上部から蒸気を取り出しライン26を介して蒸留系の最適な位置に戻す。典型的には、この戻りの位置は主蒸留塔から副塔22への液体取出し点の実質的に近くである。この場合、蒸気は第1塔12の精留帯域R₁に戻す。成分Bに富む液体フラクションを副塔22の塔底部からライン28で取出し、その一部を生成物としライン30から取出す。

【0013】副塔22のボイルアップはボイラ／凝縮器32を用いて遂行する。副塔の塔底から拔出す液体はすべてライン28で拔出し、ライン30から生成物として回収しない液体はボイラ／凝縮器32で気化する。気化はボイラ／凝縮器32で遂行し、得られる蒸気は副塔22の下部に戻す。ボイラ／凝縮器32は副塔22の外側に設置されているが、副塔22の内部に配置してもよく又は主蒸留塔12内に適当に配置してもよい。ボイラ／凝縮器32を副塔22の外にする利点は流れ28、30によって液体の量を制御できることである。

【0014】副塔22の熱的結合は第1又は主蒸留塔12への原料供給ライン10の上方でライン34を介して蒸気流を取出すことによって効率的に実施できる。適当な蒸気流の選択は主として蒸気流の温度に基づく。典型的には、この流れは、ボイラ／凝縮器32における凝縮する流れと沸騰する流れの間の最小温度差が低温蒸留系では0.25～3℃の範囲内、昇温蒸留系では5～75℃になるように選択する。この蒸気流はボイラ／凝縮器32で副塔22の底部からの液体と対向して少なくとも一部は凝縮して分離器36に輸送される。凝縮しなかった蒸気はライン38から第1蒸留塔12の最適点に戻し、液体はライン40から第1蒸留塔12へ戻す。典型的な蒸気及び液体の戻し点は第1又は主塔12の蒸気をライン34から取出した帯域中である。

【0015】あるいは、主塔12からライン34で小さい蒸気流を取出して、ボイラ／凝縮器32で全部を凝縮させてもよい。この全部が凝縮された流れはライン40から精留帯域R₂の下部に主蒸留塔12への不純な還流として導入する。このプロセスは主塔12の塔底と塔頂の中間部を副塔22と熱的に結合しているので改良された効率を示す。ライン24から副塔への原料供給速度を主塔の性能に悪影響なしに高めることができるので回収率が向上する。従来技術のように副塔22の気化の機能のすべてを他のプロセス流又は外部熱源で賄うと、精留部R₂で「ピンチ」が起きるのでライン24から副塔22へ取出せる液体の量に限界がある。副塔22への液体の量を増加してより高い成分Bの回収率を実現するため

には、主蒸留塔12において更なるボイルアップ及び凝縮デューティが必要になる。これに対して、図示のように熱的結合を行って、即ち、主蒸留塔12の原料供給点と塔頂の中間でライン34か蒸気を取り出して液体フラクションをライン40を介して戻すことにより、蒸留のために必要なL/Vを少ないエネルギー消費で維持することができる。

【0016】図2は図1に示した態様の変形を示す。図1で装置及びプロセスラインに用いた参照数字をそれぞれ200番代にしたことを除き同じ数字で示している。プロセスの相違は200を加算していることで示されている。図2の態様と図1の態様との基本的な差の1つは、主塔212と、副塔222の底部との熱的結合の他に、副塔222と第2の中間での熱的結合を実施することである。この態様では、蒸気流を主塔212の上部であるが多成分原料供給点と塔頂の中間点でライン244から取出し、ボイラ／凝縮器242で副塔222の上部から得た液体フラクションに対向させて少なくともその一部を凝縮させる。流れはライン250から主塔212に戻す。部分的に凝縮した場合、この流れは蒸気流を取り出した点に戻す。この凝縮液は精留帯域R₃₀₀への還流になる。図1の態様のように、ライン250の凝縮液の一部又は全部を精留塔R₂₀₀の下部に導入してこの部分における蒸留を促進することができる。これは、ライン250の凝縮液がほぼ全部凝縮する場合に実施することが好ましい。図1のプロセスにおけると同様に、ライン244の蒸気流の温度は、一般的に、ボイラ／凝縮器242の凝縮する流れと気化する流れの最小温度差が少なくとも0.25℃であるようにする。副塔222の中間点から液体をライン246で取出してボイラ／凝縮器242で気化して副塔222に戻す。この戻し点は一般に液体の取出し点と同じ位置である。図2では、任意に、ライン246の液体の流量を減らしてボイラ／凝縮器242で全部を気化させることもできる。このような場合、気化された流れは副塔222に、ライン246の液体の取出し点より理論的分離段で2、3段下の位置に戻す。副塔222の中間におけるボイルアップを用いて、副塔への原料供給速度を増加して成分Bの回収を増加することができる。任意に、副塔の中間における熱的結合を単一の熱的結合として採用して副塔222の塔底における熱的結合を省略することもできる。この場合、塔底におけるリボイルはプロセス流で実施される。しかし、実際的には、熱的結合は副塔222の塔底で行うのが一般的である。

【0017】図3は、少量の不純物、例えば、水素、ヘリウム、ネオンで汚染された標準的窒素製品と、約0.1ppm未満の不純物を含む超高純度液体窒素とを生成する、空気を成分に分離するための2塔式空気分離系の態様を示す。2塔式プロセスは標準窒素製品の調整では比較的慣用の設計である。この態様と慣用プロセスと

の相違は超高純度窒素の製造のために低圧塔と副塔を熱的結合した点にある。この態様の分析を容易にするために、空気をライン310から圧縮器に導入して70～250 p s i a の慣用圧力に圧縮して冷却する。水その他の高凝固点汚染物（例えば、二酸化炭素）は交互操作作用に配置された分子篩で除去される。この流れは熱交換器312でさらに実質的に露点まで冷却され、ライン314から高圧塔316の底部に導入されてその成分に分離される。高圧塔316の頂部で塔頂分として富窒素生成物が、またその底部で粗液体酸素生成物が生成する。高圧塔316からの窒素蒸気の一部をライン318で取出し、一部分をライン320で主熱交換器312に輸送する。この窒素蒸気は次に膨張器322で等エントロピー的に膨張させ、プロセス流に対向させて暖めてから、主熱交換器312からライン324を介して回収する。ライン318の窒素蒸気の残りはライン326で低圧塔330の下部のボイラ／凝縮器328に輸送する。この流れを凝縮させて一部を高圧塔316に還流として戻す。残りはライン332で輸送して膨張させて低圧塔330の上部に還流として戻す。

【0018】この系の第一塔又は主塔は低圧及び高圧塔の組合せを含む。低圧塔330は15～85 p s i a の範囲の圧力で操作する。富窒素蒸気フラクションをライン334で塔頂分として取出し、ライン320からの膨張された窒素と混合して、製品として回収する。気体酸素を低圧塔330の底からライン336で取出し、主熱交換器336でプロセス流に対向させて暖める。

【0019】超高純度窒素が標準窒素製品のほかに共製品として製造される。超高純度窒素の製造では、酸素やアルゴンなどの重い成分Cを実質的に含まない液体流を低圧塔330の上部からライン338で取出す。この流れの水素、ヘリウム、ネオンなどの揮発性汚染物Iの濃度は一般的に10体積p p m未満である。この流れは副塔340に導入して、ストリップと液体窒素流に溶解された残留揮発分の除去を行う。副塔340では蒸気が上部に発生するのでライン342から取出す。このフラクションは低圧塔330から液体フラクションを取出したのとはほぼ同じ位置に戻す。

【0020】液体生成物はストリップ塔340の底部に発生し、ライン344を介して拔出し、一部はライン346を介して水素、ヘリウム、ネオンなどの揮発性汚染物を0.1 p p m未満含む超高純度窒素製品として回収する。残りはライン348を介してボイラ／凝縮器350に輸送して低圧塔からの蒸気フラクションに対向させて気化させる。ライン348からの気化したフラクションの一部はライン352を介して副塔340に導入して蒸留を実施するめの蒸気を提供する一方、残りはライン354から取出して、主熱交換器のプロセス流に対向させて暖めて超高純度窒素製品を得る。

【0021】上記のように副塔340と低圧塔330の熱的結合のゆえに、超高純度窒素の実質量はライン346を介する液体及びライン354を介する蒸気として得られる。この製品はプロセスのエネルギー消費を有意に変更することなく高い収率で回収し得る。図3の態様は高圧塔316と低圧塔330の代わりに単一の塔を用いるように変更してもよい。単一塔式窒素発生器は3～12気圧の範囲で操作され、高圧精留装置として機能するであろう。典型的には、単一塔と2塔式プロセスとの相違は、分離が高圧精留と低圧蒸留の組合せではなく高圧精留によって実施されることであろう。

【0022】図1、図2、図3に示したプロセスをその基本思想を変更することなく変形をしたその他のプロセスも採用できることは明らかである。例えば、一連の副塔を第1塔又は主塔と連結することができる。これによれば多成分流から成分A、B、Cの他に成分D、Eなどを回収することを可能にする。さらに、本発明のいろいろな態様で説明した主蒸留塔及び副塔と関連するボイラ／凝縮器、例えば、ボイラ／凝縮器32、232、350の他に、補助のボイラ／凝縮器をさらに組み合わせて用いることができる。このような補助のボイラ／凝縮器又はリボイラによれば蒸気の副塔の底部でボイルアップを実施するために他のプロセス流を使用することになろう。しかし、補助のボイラ／凝縮器の使用は操作者の判断によるであろう。

【図面の簡単な説明】

【図1】図1は副塔の下部に熱的結合を行った蒸留系のプロセス流れ図である。

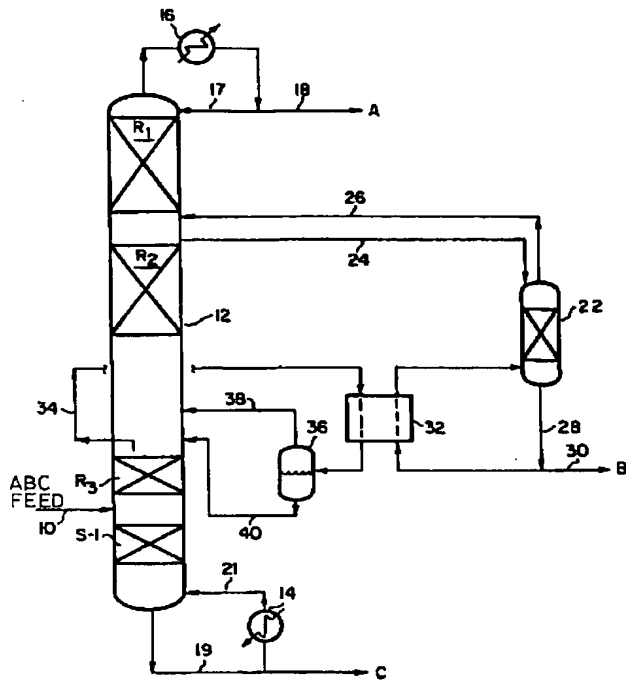
【図2】図1は副塔の下部と中間の両方に熱的結合を行った蒸留系のプロセス流れ図である。

【図3】図3は蒸留系における主塔として高圧及び低圧塔を採用した空気分離プロセスの流れ図である。

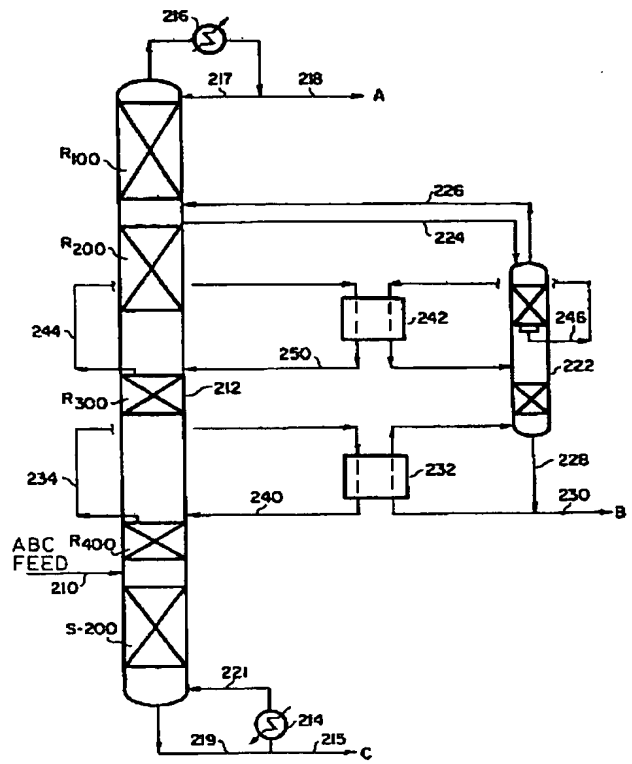
【符号の説明】

- 12…第1塔又は主塔
- 22…副塔
- 32…ボイラ／凝縮器
- 36…分離器
- 212…第1塔又は主塔
- 222…副塔
- 232…ボイラ／凝縮器
- 242…ボイラ／凝縮器
- 312…熱交換器
- 316…高圧塔
- 322…膨張器
- 328…ボイラ／凝縮器
- 330…低圧塔
- 340…副塔
- 350…ボイラ／凝縮器

【図1】



【図2】



【図3】

